

## PATENT ABSTRACTS OF JAPAN

(11)Publication number : 06-304444

(43)Date of publication of application : 01.11.1994

(51)Int.Cl.

B01D 53/34

B01D 53/34

(21)Application number : 05-094300

(71)Applicant : MITSUBISHI HEAVY IND LTD

(22)Date of filing : 21.04.1993

(72)Inventor :  
HINO MASAO  
TATANI ATSUSHI  
HONDA MICHIMASU  
IWASHITA KOICHIRO

## (54) HIGH-PERFORMANCE EXHAUST SMOKE DESULFURIZATION

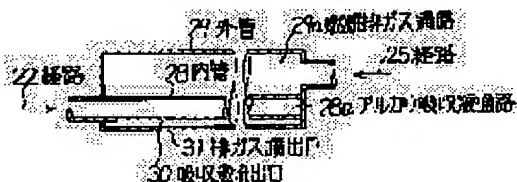
## (57)Abstract:

PURPOSE: To desulfurize combustion exhaust gas containing a sulfur oxides economically and efficiently by using an existing desulfurization step an a second desulfurization step of atomization system.

CONSTITUTION: An exhaust gas containing sulfur oxides is guided to an existing desulfurization device, where most of the sulfur oxide in the exhaust gas is removed using an absorption liquid consisting of an alkali substance as an absorbent, and then is sent to an atomizer 17.

This atomizer 17 is composed of a dual pipe having a combustion exhaust gas passage 29a between an inner pipe 28 through which an alkali absorption liquid passes and an outer pipe 29. In addition, the atomizer 17 has an absorption liquid outflow aperture 30 of comparatively small diameter provided on the wall of the inner pipe 28 and a combustion exhaust gas ejection aperture 31 on the wall of the outer pipe 29a facing the outflow aperture 30 as a spray nozzle.

Consequently, the alkali absorption liquid flows out of the outflow aperture 30 and the combustion exhaust gas from a passage 25 is ejected to out of a gas jet aperture into the outer pipe 29 at high speed. Further, residual sulfur oxides are removed using the alkali absorption liquid to desulfurize the exhaust gas to a low concentration level.



## LEGAL STATUS

[Date of request for examination]

25.02.1998

[Date of sending the examiner's decision of rejection]

[Kind of final disposal of application other than the examiner's decision of rejection or application converted registration]

[Date of final disposal for application]

[Patent number]

3207602

[Date of registration]

06.07.2001

[Number of appeal against examiner's decision of rejection]

[Date of requesting appeal against examiner's decision of rejection]

[Date of extinction of right]

Copyright (C); 1998,2003 Japan Patent Office

BEST AVAILABLE COPY

(19)日本国特許庁 (J P)

(12) 公開特許公報 (A)

(11)特許出願公開番号

特開平6-304444

(43)公開日 平成6年(1994)11月1日

(51)Int.Cl.<sup>3</sup>

識別記号

庁内整理番号

F I

### 技術表示箇所

B 0 1 D 53/34

125 Q

A

E

ZAB

審査請求 未請求 請求項の数 1 OL (全 7 頁)

(21)出願番号 特願平5-94300

(22)出願日 平成5年(1993)4月21日

(71)出願人 000006208

三菱重工業株式会社

東京都千代田区丸の内二丁目5番1号

(72)発明者 日野 正夫

広島県広島市西区観音新町四丁目6番22号

三菱重工業株式会社広島研究所内

(72)発明者 多谷 淳

広島県広島市西区観音新町四丁目 6 番 22 号

三菱重工業株式会社広島研究所内

(72)発明者 本田 充康

広島県広島市西区観音新町四丁目6番22号

三菱重工業株式会社広島研究所内

(74)代理人 弁理士 内田 明 (外2名)

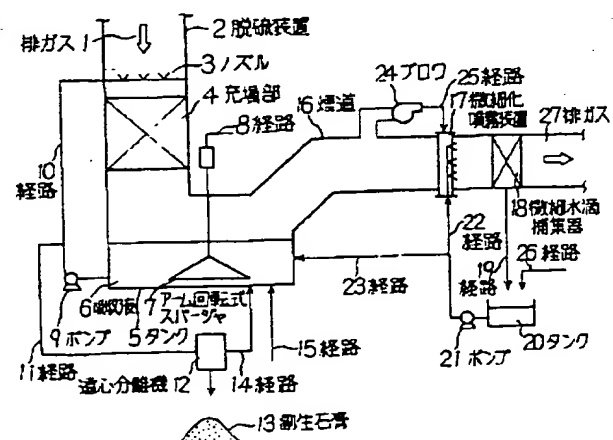
[最終頁に続く](#)

(54)【発明の名称】 高性能排煙脱硫方法

(57) 【要約】

【目的】 硫黄酸化物を含む排ガスの高性能脱硫方法に関する。

【構成】 硫黄酸化物を含む燃焼排ガスを脱硫装置に導き、アルカリ物質を吸収剤とする吸収液によって排ガス中の硫黄酸化物の大部分を除去し、さらに内管内部をアルカリ吸収液の通路とし、同内管と外管の間を該脱硫装置を通過した燃焼排ガスの通路とする二重管からなり、前記内管壁に比較的小径の吸収液流出口を、同流出口に向い合う前記外管壁に同流出口より大径の燃焼排ガス噴出口をそれぞれ設けた噴霧装置を使用して脱硫する二段脱硫を行わせる高性能排煙脱硫方法。



## 【特許請求の範囲】

【請求項 1】 硫黄酸化物を含む燃焼排ガスを脱硫装置に導き、アルカリ物質を吸収剤とする吸収液によって排ガス中の硫黄酸化物の大部分を除去し、さらに内管内部をアルカリ吸収液の通路とし、同内管と外管の間を前記脱硫装置を通過した燃焼排ガスの通路とする二重管からなり、前記内管壁に比較的小径の吸収液流出口を、同流出口に向い合う前記外管壁に同流出口より大径の燃焼排ガス噴出口をそれぞれ設けた噴霧装置を使用して脱硫する二段脱硫を行わせることを特徴とする高性能排煙脱硫方法。

## 【発明の詳細な説明】

## 【0001】

【産業上の利用分野】 本発明は石炭焼きボイラ排ガスの如き硫黄酸化物を含む排ガスの脱硫方法に関するもので、特に処理排ガス中の硫黄酸化物濃度を従来技術で達成し得なかった低濃度レベルにまで、経済的に脱硫できる高性能排煙脱硫方法を提供するものである。

## 【0002】

【従来の技術】 湿式石灰法や湿式ソーダ法、湿式水酸化マグネシウム法などの排煙脱硫装置は既に多数が実用に供されている。例えば事業用火力発電所の大型排煙脱硫装置として主流を占める湿式石灰石膏法は硫黄酸化物を含む排ガスをグリッドを充填した吸収部に導き、 $\text{CaCO}_3$  と反応によって生成した  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  を含むスラリー状吸収液と気液接触し  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  を生成し脱硫している。この吸収部での脱硫性能は  $L/G$  (アルカリ吸収液量 (リットル/h r) / 処理ガス量 ( $\text{m}^3 \text{ N/h}$ )) =  $10 \sim 20$ 、 $\text{pH} = 5 \sim 7$  の条件下で脱硫率が  $90 \sim 96\%$  が得られる。硫黄酸化物を吸収した吸収液は吸収部の下部に設けられたタンクに流下し、アーム回転式スパージャなどにより空気を微細な気泡として吹き込み吸収液中の亜硫酸イオン ( $\text{HSO}_3^-$ ) の酸化を促進し脱硫性能の向上を計ると共に  $\text{CaCO}_3$  による中和反応により  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  を生成する。このスラリーを含む吸収液は硫黄酸化物の吸収剤として循環使用されるが、その一部を抜き出し遠心分離機にて固液分離され  $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  は副生石膏として回収される。

【0003】 また、本発明者らは先に従来の脱硫装置の吸収塔出口後流部に付設した微細化噴霧装置によりアルカリ吸収液を噴霧する二段脱硫方法を提供した (特願平 4-298378 号)。すなわち、アルカリ吸収液を  $30 \sim 500 \mu\text{m}$  に微細化することにより、液滴の表面積を増大し気液接触面積を大きくして  $\text{SO}_2$  の吸収効率を高める方法である。その結果、 $L/G$  (アルカリ吸収液量 (リットル/h r) / 処理ガス量 ( $\text{m}^3 \text{ N/h}$ )) =  $0.05 \sim 2$  程度でも十分に  $\text{SO}_2$  吸収性能を発揮することとなり従来方式の脱硫装置を 2 塔設置するのに比較して費用の低減、装置の簡略化が可能となる方法を提供

した。

## 【0004】

【発明が解決しようとする課題】 地球環境保護がクローズアップされている現在、とりわけ酸性雨問題は深刻であり世界的に排煙脱硫装置の普及が進められており、経済的で高性能な排煙脱硫技術の改良開発がなされてきたが、従来技術では脱硫性能に限界があった。

【0005】 例えば、石炭焼きボイラ排ガスのごとき数千  $\text{ppm}$  の高濃度硫黄酸化物を含む排ガスに対し従来の湿式石灰石膏法による脱硫装置で  $L/G$  (アルカリ吸収液量 (リットル/h r) / 処理ガス量 ( $\text{m}^3 \text{ N/h}$ )) =  $10 \sim 20$ 、 $\text{pH} = 5 \sim 7$  の条件下で脱硫装置を運用することにより脱硫率が  $90 \sim 96\%$  が得られる。このような高性能な脱硫装置においても、入口排ガス中の硫黄酸化物濃度が高いと数十  $\text{ppm}$  の硫黄酸化物が大気中に排出されることとなり、地球環境保護が叫ばれている今日においては、さらに硫黄酸化物濃度を下げる努力が必要であり、 $1 \text{ ppm}$  以下のレベルまでに硫黄酸化物濃度を下げ得ればより理想的である。その手段としては、従来法の脱硫装置を 2 系列並べた 2 塔式脱硫装置にすることにより解決されるが、費用が多で経済的でない。従ってより経済的で高性能な脱硫方式が望まれている。

【0006】 一方酸性雨で特に問題となる  $\text{SO}_3$  ミストは超微細粒子であるため、従来の脱硫装置では除去性能が悪い。硫黄酸化物濃度を  $1 \text{ ppm}$  以下のレベルにまで脱硫しようとする場合は、 $\text{SO}_2$  の吸収率を極めて向上させるばかりでなく、 $\text{SO}_3$  の除去をも考慮することが必要となってくる。

【0007】 本発明者らは上記問題を解決するために、先の提案 (特願平 4-298378 号) 方法により脱硫装置の吸収塔出口後流部に微細化噴霧装置を付設してアルカリ吸収液を噴霧する二段脱硫方法を提供した。この方法はアルカリ吸収液を  $30 \sim 500 \mu\text{m}$  に微細化し、液滴の表面積を増大して  $\text{SO}_2$  の吸収効率を高める方法であって、 $\text{SO}_2$  の吸収効率が大幅に改善され、高性能脱硫方法として非常に有益な方法である。

【0008】 しかしながら、該提案方法を広く普及させるためには、さらに安価で構造が簡単で、取り扱いが容易で、しかも脱硫性能をさらに高めた噴霧装置を開発する必要がある。

【0009】 すなわち、従来の噴霧装置は通常液を単一ノズルから噴霧させただけでは  $30 \sim 300 \mu\text{m}$  の微細粒子を生成させるのは困難で、一般には空気と液を同時に噴霧する二流体噴霧ノズルを使用するが、この二流体噴霧ノズルは空気の噴霧圧力を  $1 \sim 7 \text{ kg/cm}^2 \text{ G}$  と圧力の高い空気を大量に必要とし、しかも空気消費率 (噴霧空気流量 ( $\text{kg/h}$ ) / 噴霧液供給量 ( $\text{kg/h}$ )  $\times 100$ ) が  $30 \sim 50 \text{ wt}\%$  と大量の空気を必要とし、その動力費が高い欠点がある。また、超音波噴霧装置の使用も考えられるが、このものは単一機器当りの噴霧流

量が少ないため、高価な超音波噴霧装置を多数要し、事業用火力発電所のごとく大量の排ガスを処理するためには経済面で難があった。また装置の取扱いが面倒などの問題があった。

【0010】本発明は上記技術水準に鑑み、特に、先の提案方法（特願平4-298378号）をさらに改良し、効率よく99%以上の脱硫が達成できる高性能排煙脱硫方法を提供しようとするものである。

【0011】

【課題を解決するための手段】本発明は硫黄酸化物を含む燃焼排ガスを脱硫装置に導き、アルカリ物質を吸収剤とする吸収液によって排ガス中の硫黄酸化物の大部分を除去し、さらに内管内部をアルカリ吸収液の通路とし、同内管と外管の間を前記脱硫装置を通過した燃焼排ガスの通路とする二重管からなり、前記内管壁に比較的小径の吸収液流出口を、同流出口に向い合う前記外管壁に同流出口より大径の燃焼排ガス噴出口をそれぞれ設けた噴霧装置を使用して脱硫する二段脱硫を行わせることを特徴とする高性能排煙脱硫方法である。

【0012】すなわち、石炭焚きボイラ排ガスの如き高濃度の $\text{SO}_2$ を含む排ガスは、従来の脱硫装置による第一段目の脱硫工程で大部分の $\text{SO}_2$ を除去し、良質の副生品を得ると共に、第一段目の脱硫工程で除去しえなかった残留 $\text{SO}_2$ については、後流部に設置した噴霧装置によって微細噴霧されたアルカリ吸収液によって吸収除去される。ここで従来の二流体噴霧ノズルでは空気の噴霧圧力を $1\sim 7\text{ kg/cm}^2\text{ G}$ と圧力の高い空気を大量に必要とし、しかも空気消費率が $30\sim 50\text{ wt}\%$ と大量の空気を必要とし、その動力費が高いなどの欠点があり、また、超音波噴霧装置では噴霧流量が少なく、高価等の問題点があったが、本発明に供した噴霧装置は内管壁に設けられた径 $2\text{ mm}$ 程度の流出口からアルカリ吸収液が約 $1\text{ m/s}$ の速度で流出し、また外管壁に設けられた径 $8\text{ mm}$ 程度の流出口から、硫黄酸化物を含む燃焼排ガスの一部が $50\text{ m/s}$ 以上の流速で噴出される。この時、内管の外表面と外管の内表面に形成される隙間は約 $3\text{ mm}$ 程度である。ここで内管から流出するアルカリ吸収液の周りに硫黄酸化物を含む燃焼排ガスによるガス流が形成され、アルカリ吸収液はこの高速のガス流で霧状に微粒子化される。この液体とガス体の噴出割合をコントロールすることにより、 $10\text{ }\mu\text{ m}$ ～数百 $\mu\text{ m}$ の微細粒子が容易に得られる。

【0013】ここでアルカリ吸収液が微細化されることにより、液滴の表面積が増大し気液接触面積が大きくなって、 $\text{SO}_2$ の吸収効率が高まるのは従来法と同じであるが、本発明の特徴は硫黄酸化物を含む高流速の燃焼排ガスで、アルカリ吸収液を霧状に微粒子化するため、噴出口付近での液とガスとの接触効率が増し燃焼排ガス中の硫黄酸化物の吸収効率が著しく向上する。従って総合の脱硫率は従来方法に比べ増大する利点を有する。また

本発明で用いる噴霧装置は大径の外管とそれより小径で外管との間に隙間の形成される内管だけになり、構造が著しく簡単になると共に、ガス体の圧力も $1000\text{ mm H}_2\text{ O}$ 以下の低圧でよく、動力費が大幅に低減される。また、空気の如く余分なガス体を導入しないため、排ガス量の増加がなく後流機器の負荷が低減される。噴霧穴を多く設けることで噴霧液量を増大させることが簡単にでき、高価な装置を多数必要とする超音波噴霧装置に比べより経済的である。 $\text{SO}_2$ の吸収効率が増すため、従来法に比べ $L/G$ を低くしても十分に $\text{SO}_2$ 吸収性能を発揮することとなり、噴霧液量も少なくてすむ。

【0014】しかも、第2段目の脱硫工程では $\text{SO}_2$ 負荷も低いと、アルカリ吸収液濃度も低い領域で十分 $\text{SO}_2$ 除去が可能で噴出口での詰りの発生もない。第2段目の脱硫工程で使用する吸収液は第1段目の脱硫工程で使用する吸収液（例えば $\text{CaCO}_3$ ）をそのまま使用することもできるが、新たに調整した他のアルカリ吸収液、例えば $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 吸収液を使用することにより、 $\text{SO}_2$ を吸収して $\text{Na}_2\text{SO}_4$ となった吸収液が、第1段目の脱硫工程に戻されることにより、第1段目の脱硫工程でのイオン強度が増し、 $\text{CaCO}_3$ の溶解速度が大きくなって、 $\text{SO}_2$ の吸収率が向上する相乗効果が生じる。なお $\text{Na}_2\text{SO}_4$ を第1段目の脱硫工程に戻したとしても、 $\text{SO}_2$ 負荷が極めて低い領域で使用しているため、その濃度は薄く、第1段目の脱硫工程で生成する副生品の純度は特に問題ない。

【0015】一方、酸性雨で特に問題となる $\text{SO}_3$ ミストは超微細粒子であるため、従来の脱硫装置では除去性能が悪かったが、本発明による微細化噴霧装置からの微細な吸収液を噴霧させることで、 $\text{SO}_3$ ミストを一次的に凝集肥大させることができ、後流部に設置する例えば湿式電気集塵器、またはエリミネータで大部分が捕集され、排煙脱硫装置からの硫黄酸化物（ $\text{SO}_2$ と $\text{SO}_3$ ）の排出濃度レベルを $1\text{ ppm}$ 以下にすることができ、極めて高い脱硫性能が発揮される。

【0016】なお微細化噴霧装置で使用するアルカリ吸収液は $\text{CaCO}_3$ 、 $\text{Na}_2\text{CO}_3$ 以外にも $\text{NaOH}$ 、 $\text{KOH}$ 、 $\text{Mg}(\text{OH})_2$ 、 $\text{Ca}(\text{OH})_2$ 、 $\text{NH}_4\text{OH}$ 、 $\text{K}_2\text{CO}_3$ 、 $\text{MgCO}_3$ 、 $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3$ 、 $\text{NaHCO}_3$ 、 $\text{KHCO}_3$ 、 $\text{Mg}(\text{HCO}_3)_2$ 、 $\text{NH}_4\text{HCO}_3$ など $\text{SO}_2$ を吸収して酸化された硫酸塩が水溶性の化合物になるものが代替使用できる。

【0017】

【作用】硫黄酸化物を含む燃焼排ガスを既存の脱硫工程に導き、吸収剤として例えば $\text{CaCO}_3$ を使用し、この吸収液と気液接触させ $\text{SO}_2$ の大部分を吸収除去する。脱硫率は排ガス負荷及び $L/G$ （液/ガス比）によって若干異なるものの $90\sim 96\%$ となる。次に既存の脱硫装置で吸収除去しえなかった硫黄酸化物は本発明方法の噴霧方式による2段目の脱硫方式によって、より経済的

に効率よく脱硫することが可能となる。

【0018】すなわち、噴霧装置の内管から流出するアルカリ吸収液の周りに硫黄酸化物を含む燃焼排ガスが高速で噴出されるため、アルカリ吸収液を霧状に微粒子化すると同時に、噴出口付近での液とガスとの接触効率が著しく増大し、従来法に比べ脱硫率が向上する。また、噴霧装置の構造が簡単で1000mmH<sub>2</sub>O以下の低噴霧圧でよく、動力費が大幅に低減される。また、2段脱硫方式を採用することにより、第2段目の脱硫工程で生成したNa<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>が第1段目の脱硫工程に戻されることにより、イオン強度が増し、第1段目の脱硫工程の脱硫率が向上する相乗効果も生じる。

【0019】

【実施例】本発明方法の1実施例の態様を図1に基づいて説明する。石炭焚きボイラ排ガスの如き硫黄酸化物を含む排ガス1は既存の脱硫装置2に導かれる。脱硫装置2では経路15から送られるCaCO<sub>3</sub>と反応によって生成したCaSO<sub>4</sub>・2H<sub>2</sub>Oを含むスラリー状吸収液6がポンプ9により経路10を介して脱硫装置2内のノズル3から噴出される。スラリー状吸収液はグリッドを充填した吸収部4で高濃度の硫黄酸化物を含む排ガスと気液接触し、CaSO<sub>4</sub>・2H<sub>2</sub>Oを生成し脱硫する。また硫黄酸化物を吸収した吸収液6は経路8から供給された空気がアーム回転式スパーチャ7で微細な気泡としてタンク5内に吹き込まれることにより、亜硫酸イオン(HSO<sub>3</sub><sup>-</sup>)の酸化が促進され、SO<sub>2</sub>の吸収率の向上を計ると共にCaCO<sub>3</sub>による中和反応によりCaSO<sub>4</sub>・2H<sub>2</sub>Oが生成される。生成したCaSO<sub>4</sub>・2H<sub>2</sub>Oを含むスラリー状吸収液6の一部は経路11から抜き出され、遠心分離機12で固液分離され副生石膏13が回収される。固液分離後の液は経路14にてタンク5内に戻される。

【0020】一方、大部分の硫黄酸化物が除去された排ガスは煙道16を介して微細化噴霧装置17に導かれる。この微細化噴霧装置17には経路26から供給される例えばNa<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>がタンク20を経て、ポンプ21及び経路22を介してアルカリ吸収液として供給されると共に、ブロワ24から供給される硫黄酸化物を含む燃焼排ガスが経路25を介して供給され、アルカリ吸収液が微細化噴霧される。

【0021】噴霧装置17から噴霧されたアルカリ吸収液により残留硫黄酸化物が除去された排ガスは微細水滴捕集器18（例えば湿式電気集塵器またはミストエリミネータ）に導かれミストを除去したのち排ガス27として排出される。微細水滴捕集器18で捕集されたミストは経路19にてタンク20に抜き出される。タンク20

に抜き出されたアルカリ吸収液の一部はポンプ21及び経路23を介して、第1段目の脱硫工程であるタンク5に戻され、第1段目の脱硫工程吸収液のイオン強度をアップさせ活性向上を計る。

【0022】こゝで微細化噴霧装置17を図2、図3によって説明する。図2は微細化噴霧装置の断面図、図3は微細化噴霧装置の設置状態を示す概略斜視図である。図2、図3に示すように、微細化噴霧装置17は内管28内部をアルカリ吸収液通路28aとし、該内管28と外管29の間を硫黄酸化物を含む燃焼排ガス通路29aとする二重管からなり、前記内管壁に比較的小径の吸収液流出口30を、同流出口に向い合う前記外管壁に同流出口より大径の硫黄酸化物を含む燃焼排ガス噴出口31をそれぞれ設けた噴霧ノズルである。すなわち、経路22から供給されたアルカリ吸収液28aは内管28の壁に設けられた液体流出口30から流出する一方、経路25から供給された硫黄酸化物を含む燃焼排ガスは外管29に設けられたガス噴出口31から高速で噴出される。この際アルカリ吸収液は数十μm〜数百μmに微細化され噴霧される。

【0023】なお、一般的に、内管28の外面と外管29の内面間に形成される隙間は3mm前後である。また、液体流出口30と空気噴出口31の中心は一致している。なお液体流出口30は径2mm程度、ガス噴出口31は径8mm程度である。

【0024】噴霧装置17から噴霧されたアルカリ吸収液により残留硫黄酸化物が除去された排ガスは微細水滴捕集器18（例えば湿式電気集塵器またはミストエリミネータ）に導かれ、ミストを除去したのち排ガス27として排出される。微細水滴捕集器18で捕集されたミストは経路19にてタンク20に抜き出される。タンク20に抜き出されたアルカリ吸収液の一部はポンプ21及び経路23を介して、第1段目の脱硫工程であるタンク5に戻され、第1段目の脱硫工程吸収液のイオン強度をアップさせ活性向上を計る。

【0025】石炭燃焼排ガスについて、図1に示した本発明方法に適用した試験を行い次の結果を得た。石炭燃焼量25kg/hの燃焼炉から発生する排ガス200m<sup>3</sup>N/hをアンモニア接触還元法による乾式脱硫装置に導き、次いで熱交換器を通して150℃まで冷却し、乾式集塵器で処理した後、図1に示した本発明方法により構成されている脱硫装置に排ガスを導いた。但し、噴霧装置17は使用しなかった。この時の脱硫装置の運転条件は下記表1のとおりである。

【0026】

【表1】

表 1

格子充填塔	径200×高さ6000mm
吸収液循環流量	3000リットル/hr
吸収液中の $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ 濃度	20wt%
$\text{CaCO}_3$ 濃度	1.0wt%
ノズル(図1の3)	径3mm×6穴/1セット
入口排ガス中の $\text{SO}_2$ 濃度	1200ppm
入口排ガス中の $\text{SO}_2$ 濃度 (ガス換算値)	18ppm

【0027】上記条件において、吸収塔出口の $\text{SO}_2$ 濃度は50ppm、脱硫率は95%となり、 $\text{SO}_3$ 濃度は18ppmから14ppmと吸収塔で約8%除去される。

【0028】この残留硫酸化物( $\text{SO}_2 = 50\text{ppm}$ 、 $\text{SO}_3 = 14\text{ppm}$ )排ガスを微細水滴捕集器18の上流で噴霧装置17でアルカリ吸収液を噴霧させ二段目の吸収を行わせた。その時の噴霧条件を結果と併せて図4に示す。なお、図中、実線は本発明方法による結果であり、点線は市販の2流体噴霧ノズルを用い、噴霧ガスとして空気を使用した従来法での結果である。但し空気での希釈を補正し脱硫率を算出した。

【0029】以上の結果より、本発明方法を採用することにより、市販の2流体噴霧ノズルで、噴霧ガスとして空気( $2\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ )を用いたよりも脱硫率が向上し、同じ脱硫率を得るにも低 $L/G$ でよく、例えば粒子径 $70\mu\text{m}$ で $L/G$ 比が0.35以上であれば、 $\text{SO}_2$ 濃度が1ppm以下になることを確認した。なお、噴霧粒子の滞留時間をさらに長くすることにより、さらに小さい $L/G$ で $\text{SO}_2$ 濃度を1ppm以下にすることが可能である。また、噴霧にかかる動力費も市販2流体噴霧ノズルが $2\text{kg}/\text{cm}^2\text{G}$ の噴霧圧に対し、本発明での噴霧圧は500mmHgであり、大幅な動力費の削減となる。さらに、余分な空気が混入しないため、ガス流量の増加がなく、後流機器への負荷が低減される。

【0030】一方、 $\text{SO}_3$ ミストについては、通常、脱硫装置では50～55℃、露点以下となっており、理論的には捕集されるはずであるが、 $\text{SO}_3$ ミストの粒子径がサブミクロン( $1\mu\text{m}$ 以下)であることから完全に除去されず、前述したとおり脱硫装置では約8%程度しか捕集されていないのが現状である。そこで上記の噴霧条件にて噴霧液を微細化させ $\text{SO}_3$ ミストを凝集肥大化させ

ることで微細水滴捕集器での捕集効率の向上を狙った結果、 $L/G = 0.35$ でいずれの噴霧粒子径においても、微細水滴捕集器18出口での $\text{SO}_3$ はほぼ完全に除去されていることを確認した。

【0031】なお、この実施例では硫酸化物を含む燃焼排ガスの取り出し口を第1段目の脱硫工程出口の噴霧装置17前流部からであったが、この場所に限定するものではなく、噴霧装置17後流部例えば微細水滴捕集器18の後流側からでもよく特に限定するものではない。但し噴霧装置17の後流部から取り出すと前流部での取り出しに比べ、脱硫率は低下する。また、この実施例においては、噴霧装置を既存脱硫装置の吸収塔出口煙道部に設置したが、既存脱硫装置内に設置することも可能である。

【0032】なお、図3では、噴霧装置を横置きとした実施例を示したが、この装置を縦置きに配置しても支障がなく、廻りの他の装置の配置及び配管などを考慮し最適な配置を決定すればよい。

【0033】

【発明の効果】従来湿式石灰石膏法による $\text{SO}_2$ 吸収率は約95%であり、 $\text{SO}_3$ の除去は全く考慮の対象外であったが、本発明によれば簡単な噴霧手段によって $\text{SO}_2$ と $\text{SO}_3$ を含めた硫酸化物濃度は1ppm以下のレベルにまで脱硫することができ、脱硫率に換算すると99%以上が達成できる。

【図面の簡単な説明】

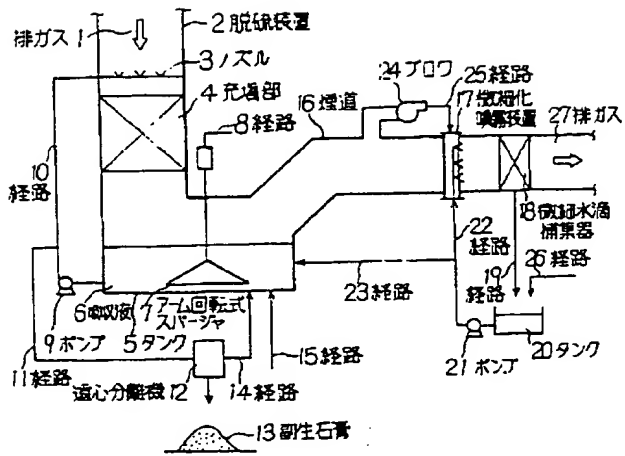
【図1】本発明の一実施例の説明図。

【図2】本発明で使用する噴霧装置の断面図。

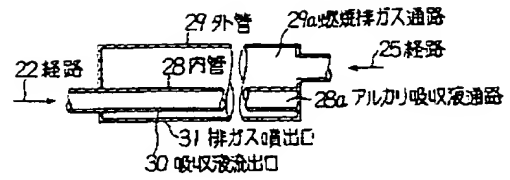
【図3】本発明で使用する噴霧装置の設置状態を示す斜視図。

【図4】本発明の一実施例の効果を示す図表。

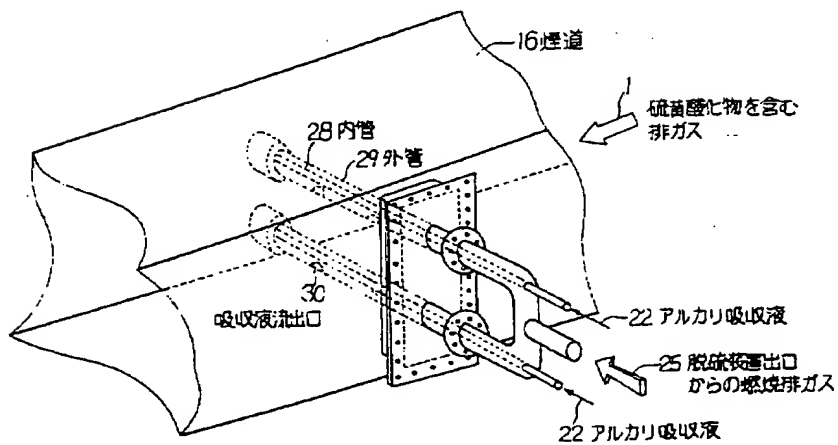
【図1】



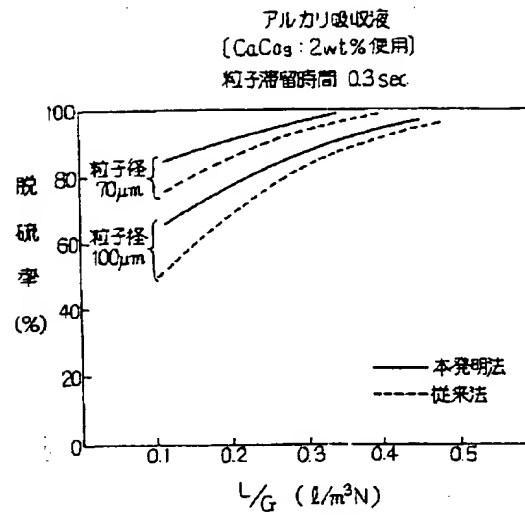
【図2】



【図3】



【図4】



フロントページの続き

(72)発明者 岩下 浩一郎

東京都千代田区丸の内二丁目5番1号 三

菱重工業株式会社本社内



Title of the device

An aerating tank

Claim

An aerating tank comprising:

an air diffuser (2) disposed at one side of a tank body (1); and

a water nozzle (3) disposed at a slightly upper position from said air diffuser (2) and for diffusing bubbles coming up from said air diffuser (2) almost all over the water surface by spraying the water drawn from said tank body toward the center of said tank body.

Detailed Description of the device

[Industrial field of the device]

The device relates to the improvement of an aerating tank which is used for the treatment of organic wastewater at sewage plants.